



ETUDE EXPERIMENTALE ET SIMULEE D'UN PILOTE DE DISTILLATION MEMBRANAIRE

Ahmadou Tidiane Diaby, Paul Byrne, Patrick Loulergue, Béatrice Balannec,
Thierry Maré, Ousmane Sow

► To cite this version:

Ahmadou Tidiane Diaby, Paul Byrne, Patrick Loulergue, Béatrice Balannec, Thierry Maré, et al..
ETUDE EXPERIMENTALE ET SIMULEE D'UN PILOTE DE DISTILLATION MEMBRANAIRE.
First International Refrigeration Energy and Environment Colloquium, Mar 2016, Hammamet,
Tunisie. hal-01314189

HAL Id: hal-01314189

<https://hal.science/hal-01314189>

Submitted on 10 May 2016

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

ETUDE EXPERIMENTALE ET SIMULEE D'UN PILOTE DE DISTILLATION MEMBRANAIRE

Ahmadou Tidiane Diaby^{a, b}, Paul Byrne^a, Patrick Louergue^c, Béatrice Balannec^c, Thierry Maré^a, Ousmane Sow^b

^a Equipe MTRhéO – Laboratoire LGCGM - INSA de Rennes et Université de Rennes 1

^b Laboratoire d'Energétique Appliquée, Ecole Supérieure Polytechnique de Dakar, Université Cheikh Anta Diop, Dakar, Sénégal

^c Institut des Sciences Chimiques de Rennes (UMR CNRS 6226), Université de Rennes 1

ahmadou-tidiane.diaby@univ-rennes1.fr

RESUME

Une étude de caractérisation expérimentale de l'air gap membrane distillation (AGMD) est effectuée sur une installation pilote. Lors des essais, nous avons utilisé de l'eau de mer synthétique (35 g/l de sels). Les résultats montrent que le flux de perméat augmente lorsque la température et le débit d'alimentation augmentent et lorsque l'épaisseur de l'air gap diminue (de 3,12 à 1,04 mm). En parallèle, le phénomène a été modélisé à l'aide du logiciel EES sur les aspects des transferts thermique et de masse. Le modèle 1D, construit à partir d'équations de transfert et de corrélations de la littérature, rend bien compte des phénomènes présents dans le pilote de distillation membranaire. Le flux de perméat maximal obtenu est de 7,4 kg/m² h avec une température du fluide chaud de 65°C, un air gap de 1,04 mm et des débits chaud et froid égaux à 5 l/min. Sur l'ensemble des mesures, l'écart relatif maximal entre les résultats expérimentaux et simulés est de 10 % observé pour la température de 65 °C. Les résultats par faible température de fluide chaud pourront être intéressants dans le projet d'un couplage avec une machine frigorifique.

Mots Clés: Dessalement, Distillation membranaire, AGMD

1. INTRODUCTION

Les besoins en eau douce deviennent de plus en plus importants avec l'augmentation de la population mondiale qui devrait passer de 7,2 milliards en juin 2013 à 9,6 milliards en 2050 [1]. En effet, l'eau potable est consommée quotidiennement à de nombreuses fins. Ainsi, les trois plus grands secteurs de consommation à travers le monde sont l'agriculture, l'industrie et l'usage domestique. De plus, la pénurie en eau potable est accentuée surtout dans des régions arides en Afrique et au Proche Orient. Le dessalement de l'eau de mer ou d'eau saumâtre est alors parfois une solution au manque d'eau douce. Parmi les procédés utilisés pour le dessalement de l'eau de mer, on peut citer la distillation membranaire. Il s'agit d'un procédé pour lequel une membrane hydrophobe poreuse sert de support à la vaporisation partielle du fluide d'alimentation (eau de mer): Cette technique possède l'avantage de pouvoir être couplée avec le condenseur d'une machine de froid [2], ce qui constitue l'objectif global de l'étude présenté ici. Il existe quatre configurations principales de modules de distillation membranaire dans la littérature [3, 4, 5, 6]: la Direct Contact Membrane Distillation (DCMD), l'Air Gap Membrane Distillation (AGMD), la Sweeping Gas Membrane Distillation (SGMD) et la Vacuum Membrane Distillation (VMD). Celles-ci diffèrent par la nature du traitement du perméat : la condensation de la vapeur ayant franchi la membrane se fait à l'intérieur du module pour les configurations DCMD et AGMD et à l'extérieur du module pour les configurations VMD et SGMD. La configuration étudiée dans cet article pour le dessalement d'eau de mer est l'AGMD. C'est un procédé membranaire thermique, la force motrice du transfert étant une différence de pression partielle de part et d'autre de la membrane créée par une différence de température. Par rapport aux autres techniques de distillation membranaire, l'AGMD paraît intéressante pour ses aspects de faible mouillage de la membrane et par le fait qu'il n'y a pas de consommation énergétique supplémentaire liée à l'utilisation d'une pompe supplémentaire.

Ces dernières années, l'AGMD a connu un développement plus soutenu, principalement en recherche, grâce à l'évolution des techniques de fabrication des membranes. Ce papier présente la modélisation

des phénomènes (transferts de masse et chaleur) et les résultats expérimentaux et simulés de l'étude paramétrique d'une installation de type AGMD à l'échelle pilote (20 L).

2. MODELISATION DES TRANSFERTS DE CHALEUR ET DE MASSE

Le principe de l'AGMD repose sur l'utilisation d'une membrane microporeuse et hydrophobe (et qui le reste en conditions d'utilisation) afin de séparer un compartiment d'alimentation et un compartiment de perméat (air gap) (figure 1). L'hydrophobie de la membrane empêche l'eau sous forme liquide de pénétrer à l'intérieur des pores de cette dernière. L'effet moteur du procédé est le gradient de pression de vapeur entre ces deux compartiments de sorte que les molécules volatiles du liquide s'évaporent à l'interface liquide chaud/membrane puis la traverse. La vapeur transférée se condense ensuite de l'autre côté de la membrane hydrophobe sur une plaque froide. A l'intérieur du module de la configuration de l'AGMD, deux phénomènes interviennent simultanément : les transferts de chaleur et de masse (figure 1).

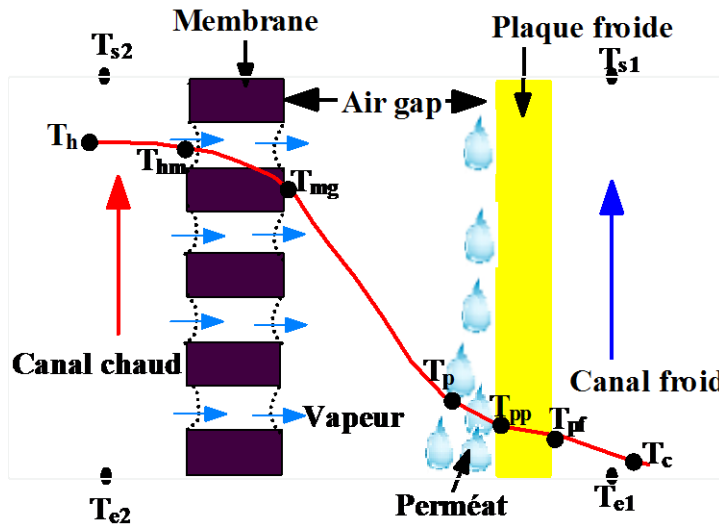


Figure1 : Mécanismes des transferts de chaleur et de masse

Les transferts de chaleur et de masse sont régis par les équations physiques décrites ci-dessous. Ces équations sont également celles du modèle numérique développé à l'aide du logiciel EES, un solveur d'équations intégrant un accès rapide aux propriétés thermophysiques des fluides.

2.1 Transfert de chaleur

La convection et la conduction sont les deux modes de transferts de chaleur dominant généralement à l'intérieur d'un module d'AGMD [7]. Les transferts de chaleur interviennent dans le canal chaud (entre la solution d'alimentation chaude et la surface de la membrane), à l'intérieur des pores de la membrane, dans l'air gap, à la surface de la plaque froide et dans le canal froid (entre le liquide froid et la surface de la plaque froide).

Le flux de chaleur de la solution d'alimentation chaude vers la membrane est donné par l'équation 1.

$$h_h \cdot A_m \cdot (T_h - T_{hm}) = \frac{(\dot{m}_e + \dot{m}_s)}{2} C_{p_{sw}} \cdot (T_{e2} - T_{s2}) \quad (1)$$

Où h_h et T_h sont le coefficient de transfert convectif et la température de la solution d'alimentation chaude; T_{hm} la température à l'interface solution d'alimentation chaude/membrane, \dot{m}_e et \dot{m}_s sont des débits massiques en entrée et en sortie du canal chaud et $C_{p_{sw}}$, la capacité thermique massique de la solution d'alimentation. T_h est considérée comme une température moyenne de l'entrée et de la sortie du canal chaud (équation (2)).

$$T_h = \frac{(T_{e2} + T_{s2})}{2} \quad (2)$$

Le flux de chaleur de la surface de la membrane au condensat est constitué d'un terme convectif et d'un terme de diffusion. Il est régi par l'équation (1).

$$\frac{1}{R_{mT}} (T_{hm} - T_{mg}) + J_v \cdot \Delta H_v = h_h (T_h - T_{hm}) \quad (3)$$

La résistance thermique R_{mT} dépend de la résistance du matériau de la membrane R_m et la résistance thermique de la vapeur dans les pores R_v . Cette dernière est fonction de l'épaisseur de la membrane δ_m , de la porosité ε , de la conductivité thermique de l'air k_a et de celle du matériau de la membrane k_m . Elles sont données par les équations (4), (5) et (6). ΔH_v et J_v sont respectivement la chaleur latente de vaporisation de la solution d'alimentation chaude et le flux de vapeur traversant la membrane.

$$R_{mT} = \frac{R_m R_v}{R_m + R_v} \quad (4)$$

$$R_m = \frac{\delta_m}{\varepsilon \cdot k_a + (1 - \varepsilon) \cdot k_m} \quad (5)$$

$$R_v = \frac{1}{J_v \cdot C p_v} \quad (6)$$

Le flux de chaleur travers l'air gap est supposé convectif et porté par la vapeur d'eau équation (7).

$$\frac{1}{R_g} (T_{mg} - T_p) = \frac{1}{R_{mT}} (T_{hm} - T_{mg}) + J_v \Delta H_v \quad (7)$$

Où T_{mg} est la température à l'interface membrane/air gap, T_p est celle du perméat et R_g est la résistance thermique de l'air gap calculée à partir de l'équation (8).

$$\frac{1}{R_g} = \frac{1}{R_v} + \frac{(\delta_g - \delta_f)}{k_a} \quad (8)$$

L'épaisseur du film liquide (δ_f) est donnée par l'équation (9) [8]. δ_g est l'épaisseur de l'air gap.

$$\delta_f = \left[\frac{3 \mu_v \int_0^x J_v(x) dx}{g \rho_w (\rho_w - \rho_v)} \right]^{1/3} \quad (9)$$

Dans cette expression, μ_v et ρ_v sont respectivement la viscosité et masse volumique de la vapeur, g est l'accélération de la pesanteur et ρ_w , la masse volumique de la solution d'alimentation.

Le flux de chaleur de l'interface de la surface de condensation à la solution de refroidissement peut se traduire par la relation (10).

$$h_c (T_{pf} - T_f) = \dot{m} C p (T_{e1} - T_{s1}) \quad (10)$$

Dans le canal froid, T_f est la température moyenne entre l'entrée et la sortie (équation (11)), h_c est le coefficient de transfert convectif, \dot{m} , le débit massique et $C p$, la chaleur massique du liquide froid.

$$T_f = \frac{T_{e1} + T_{s1}}{2} \quad (11)$$

Les coefficients de transfert convectif h_c et h_h sont déterminés à partir des corrélations donnant le nombre de Nusselt. Les débits d'alimentation sont très faibles. En régime laminaire, le nombre de Nusselt peut être estimé par la relation (12) [9].

$$Nu = 1.86 \left(\frac{Re Pr d_h}{L} \right)^{1/3} \quad (12)$$

En régime légèrement turbulent, l'équation (13) peut être utilisée pour le calcul des coefficients de transferts [9].

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{1/3} \quad (13)$$

2.2 Transfert de masse

Le transfert de masse à travers la membrane dépend de la différence de pression partielle entre les deux côtés de la membrane. La relation entre le transfert de masse et la différence de pression est donnée par l'équation 14 [10].

$$J_w = B_w(P_{hm} - P_p) \quad (14)$$

Où P_{hm} est la pression vapeur à l'interface solution d'alimentation chaude/membrane et P_p la pression vapeur du perméat à la surface de la plaque froide. Elles peuvent être évaluées avec l'équation d'Antoine pour de l'eau (équation (15)) [10]

$$P = \exp\left(23,1964 - \frac{3816,44}{T-46,13}\right) \quad (15)$$

La perméabilité de la membrane ou le coefficient de transfert de masse B_w de l'équation (14) est calculé par la relation (16) [5].

$$B_w = \frac{\varepsilon M_w P D_{ia}}{RT(\delta_m \tau + \delta_g) |P_a|_{ln,a}} \quad (16)$$

Cette équation est fonction de la porosité de la membrane ε , de la pression totale à l'intérieur des pores P , de la masse moléculaire de la vapeur d'eau M_w , de la diffusivité thermique de la vapeur d'eau D_{ia} qui est déterminée par équation (17), la constante des gaz parfaits R , de la température absolue T , de la tortuosité des pores de la membrane τ , des épaisseurs de la membrane et de l'air gap et de la pression partielle d'air dans les pores calculé comme étant la moyenne logarithmique de la pression partielle à la surface de la membrane côté fluide chaud et côté air gap $|P_a|_{ln,a}$, donné par la relation (18).

$$PD_{ia} = 1,895 \times 10^{-5} T^{2,027} \quad (17)$$

$$|P_a|_{ln,a} = \frac{P_{hm,a} - P_{p,a}}{\ln\left(\frac{P_{hm,a}}{P_{p,a}}\right)} \quad (18)$$

L'équation (19) peut être utilisée pour déterminer la tortuosité des pores de la membrane [11].

$$\tau = \frac{2-\varepsilon}{\varepsilon} \quad (19)$$

3. DISPOSITIF EXPERIMENTAL

Les essais expérimentaux sont réalisés sur un pilote (capacité 20 l) schématisé sur la figure 2. Une membrane PTFE de porosité 80% et de taille de pores 0,2 μm a été utilisée lors des essais. Les alimentations du canal chaud et du canal froid peuvent être interverties afin de changer le type d'écoulement (co-courant ou contre-courant). Le perméat est prélevé toutes les 20 minutes puis pesé sur une balance ayant une incertitude de lecture de 0,1 g permettant ainsi les calculs des flux de perméat produits aux différentes conditions opératoires. L'influence de plusieurs paramètres tels que la température du fluide chaud, les débits des fluides chaud et froid, l'épaisseur de l'air gap, le type d'écoulement ainsi que la nature de la solution d'alimentation (eau de ville, NaCl 35 g/l, eau de mer synthétique) a été étudiée. Sur tous les résultats présentés dans ce papier en expérimental et en simulation, la température moyenne du circuit froid mesurée est de 16°C. Les résultats obtenus ont été comparés aux résultats de simulation. La mesure de la conductivité électrique permet de vérifier la faible concentration du sel dans le perméat (rétention en sel supérieure à 99,9% quelles que soient les conditions opératoires).

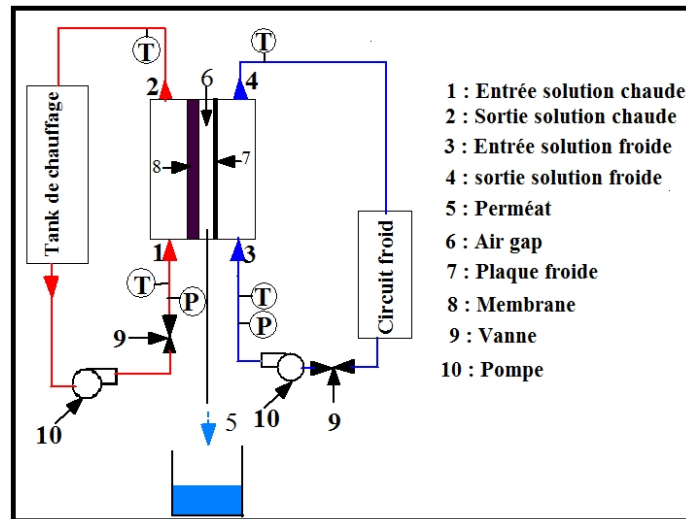


Figure 2. Schéma du pilote expérimental en configuration co-courant

4. RESULTATS ET ANALYSE

4.1 Effet de la température du fluide chaud

La figure 3 illustre l'effet de la température d'alimentation du fluide chaud sur le flux de perméat pour différents débits. Les résultats expérimentaux et simulés sont comparés. Ces données expérimentales ont été utilisées pour valider le modèle simulé concernant l'influence des débits des fluides chaud et froid et des températures d'alimentation du fluide chaud. L'écart relatif maximal ne dépasse pas les 10% entre le modèle simulé et les données expérimentales. On note par ailleurs que le flux de perméat augmente de manière exponentielle avec la température d'alimentation du fluide chaud. Cette augmentation observée du flux de perméat est due à l'augmentation de la force motrice du transfert (le gradient de pression vapeur transmembranaire) lorsque la température d'alimentation augmente, en accord avec la loi d'Antoine (équation 15).

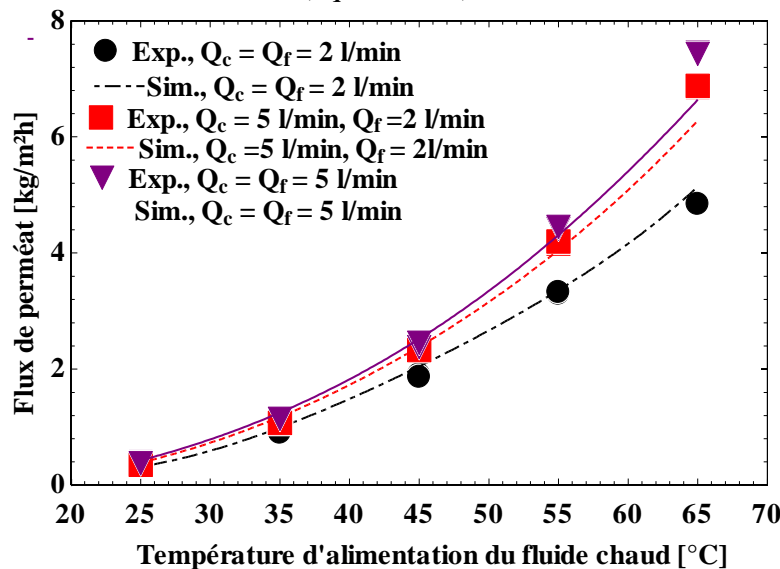


Figure 3. Effet de la température sur le flux de perméat avec un air gap de 1,04 mm

4.2 Effets des débits d'alimentation

L'effet du débit d'alimentation du fluide chaud et de la nature de l'écoulement (co-courant ou contre-courant) sur le flux de perméat est représenté sur la figure 4. Dans les deux types d'écoulement, le flux de perméat augmente avec le débit d'alimentation du fluide chaud. L'augmentation du débit chaud élève le coefficient de transfert thermique dans la couche limite en augmentant la turbulence. La figure 5 montre l'influence de la variation de débit du fluide froid et l'effet du type d'écoulement sur le flux de perméat produit. La variation de débit du fluide froid a peu d'effet sur le flux de perméat.

Cependant, l'écoulement contre-courant donne un peu plus de flux de perméat que l'écoulement co-courant.

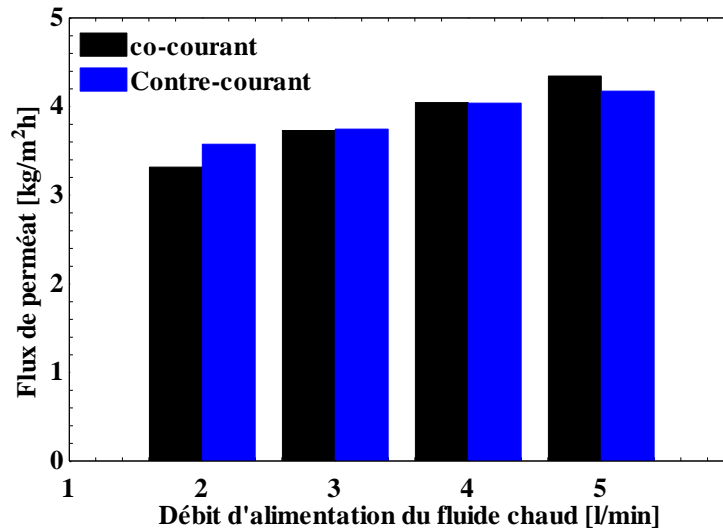


Figure 4. Effet du débit du fluide chaud et le type d'écoulement sur le flux de perméat (température du fluide chaud à 55°C, débit du fluide froid à 2 l/min et l'air gap de 1,04 mm)

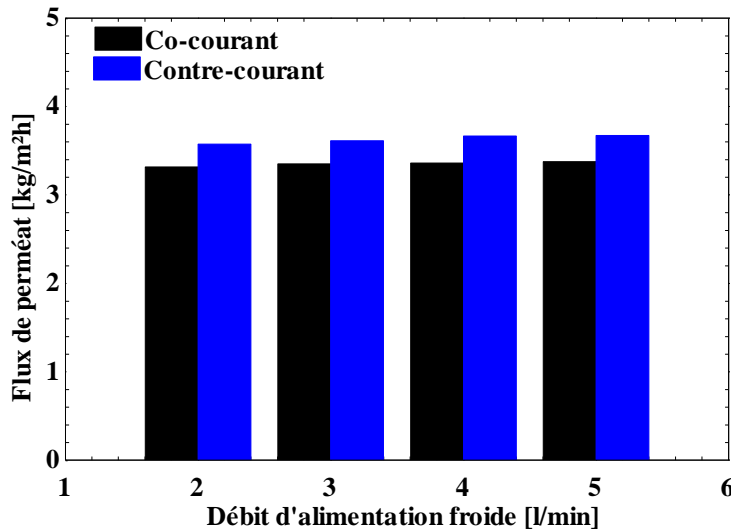


Figure 5. Effet du débit du fluide froid et le type d'écoulement sur le flux de perméat (température du fluide chaud à 55°C, débit du fluide chaud à 2 l/min et l'air gap de 1,04 mm)

4.3 Effet de l'épaisseur de l'air gap

L'épaisseur de l'air gap est un paramètre important dans l'étude de l'AGMD, son effet est représenté sur la figure 6. Le modèle simulé et les données expérimentales montrent que le flux de perméat diminue de manière significative lorsque l'épaisseur de l'air gap augmente. Si l'épaisseur de l'air gap diminue, la résistance R_{mT} devient faible alors le rapport R_m sur R_{mT} augmente, ce qui entraîne une augmentation du gradient de température et de pression de vapeur de part et d'autre de la membrane. Par conséquent le flux de vapeur est augmenté. L'écart relatif maximal observé entre le modèle simulé et les résultats expérimentaux pour l'influence de l'épaisseur de l'air gap est de 10%.

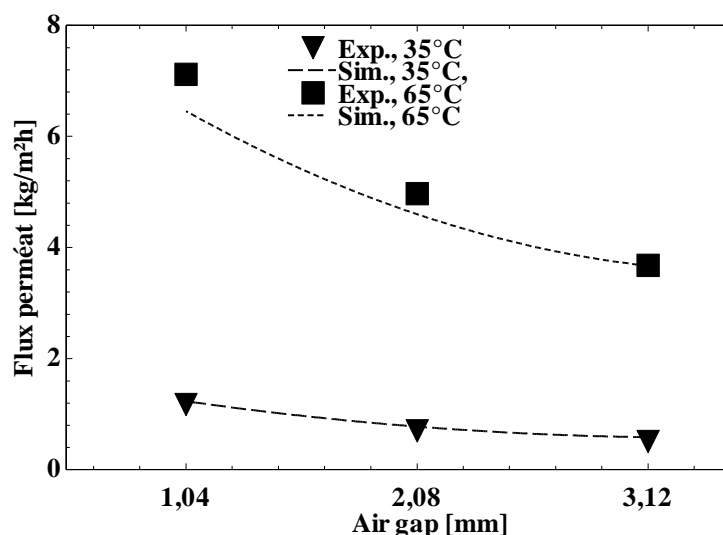


Figure 6. Influence de l'épaisseur de l'air gap à 35 et à 65 °C sur le flux de perméat (débits chaud et froid respectivement de 5 et 2 l/min)

4.4 Effet de la nature de la solution

Une étude de comparaison a été faite sur des solutions telles que l'eau du robinet, une solution saline à 35 g/l de NaCl et de l'eau de mer synthétique (35 g/l de sels) (figure 8). Dans ces conditions, l'influence de la nature de la solution est négligeable. Ce point est particulièrement intéressant car l'augmentation de la concentration en sels est un paramètre limitant pour le dessalement par technique membranaire barométrique (osmose inverse) ce qui ne semble pas être le cas ici (pour une concentration en sels < 35 g/L).

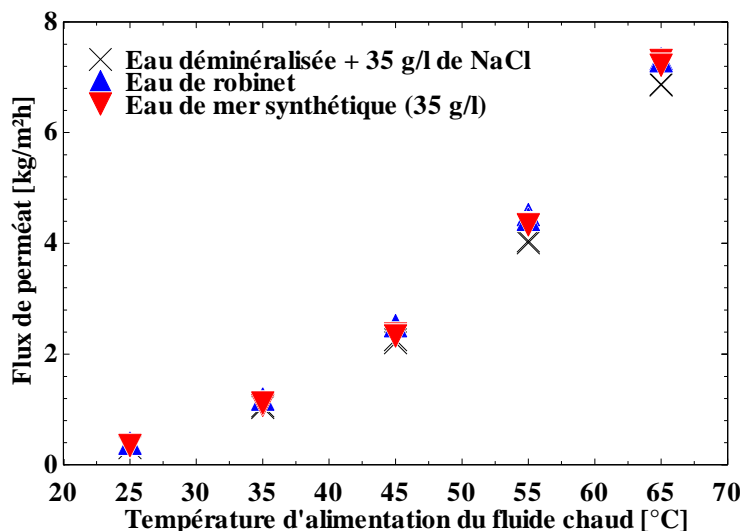


Figure 8. Influence du type de solution sur le flux de perméat avec variation de température (débits froid et chaud de 2 et 5 l/min respectivement et air gap de 1,04 mm)

4. CONCLUSION

Cette étude présente la caractérisation expérimentale et simulée d'un pilote de distillation membranaire. Un modèle théorique a été développé et validé grâce aux données expérimentales obtenues à l'échelle du pilote. Ce modèle va permettre de dimensionner un prototype de machine de froid couplée à une unité d'AGMD.

Les paramètres les plus influents étudiés dans cette étude sont la température d'alimentation, le débit du fluide chaud et l'épaisseur de l'air gap. L'effet du type d'écoulement est plus visible avec les variations des débits qu'avec la variation de la température d'alimentation du fluide chaud. Cet effet disparaît lorsque l'épaisseur de l'air gap est importante. Le flux de perméat maximal obtenu est de

7,4 kg/m² h avec une température du fluide de 65°C, un air gap de 1,04 mm et des débits chaud et froid de 5 l/min. Ce travail révèle, que même à la faible température d'alimentation en fluide chaud de 25°C, la configuration de l'AGMD est capable de produire de l'eau dessalée. Cet aspect du procédé peut s'avérer intéressant dans le couplage avec des sources de chaleur à basse température. D'autres essais seront à mener prochainement sur l'utilisation à long terme et l'effet de colmatage de la membrane qui est le principal verrou au développement de ce genre de technique de dessalement.

Références

1. United Nations, Department of Economic and Social Affairs Population Division. World Population Prospects the 2012 Revision; New York, 2013.
2. P. Byrne et al. A review on the coupling of cooling, desalination and solar photovoltaic systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 47 (2015) 703–717.
3. A. Alkhudhiri et al. Membrane distillation: A comprehensive review. *Desalination* 287 (2012) 2–18.
4. Camacho L. M. et al. Advances in membrane distillation for water desalination and purification applications. *Water* 2013, 5, 94–196; doi: 10.3390/w5010094.
5. E. Drioli et al. Membrane distillation: Recent developments and perspectives. *Desalination* 356 (2015) 56–84.
6. P. Wang, T.-S. Chung. Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring. *Journal of Membrane Science* 474 (2015) 39–56.
7. B. L. Pangarkar, S. K. Deshmukh. Theoretical and experimental analysis of multi-effect air gap membrane distillation process (ME-AGMD). *Journal of Environmental Chemical Engineering* 3 (2015) 2127–2135.
8. M. Asghari et al. Persian Gulf desalination using air gap membrane distillation: Numerical simulation and theoretical study. *Desalination* 374 (2015) 92–100.
9. Ó. Andriessdóttir et al. An experimentally optimized model for heat and mass transfer in direct contact membrane distillation. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 66 (2013) 855–867.
10. M. Essalhi., M. Khayet. Application of a porous composite hydrophobic/hydrophilic membrane in desalination by air gap and liquid gap membrane distillation: A comparative study. *Separation and Purification Technology* 133 (2014) 176–186.
11. P. Byrne et al. Etude simulée d'un système de distillation membranaire pour le dessalement d'eau de mer couplé à une thermofrigopompe. In: 3ème Colloque International Francophone en Energétique et Mécanique, CIFEM 2014, 3–5 mai 2014, Moroni, Comores; 2014.